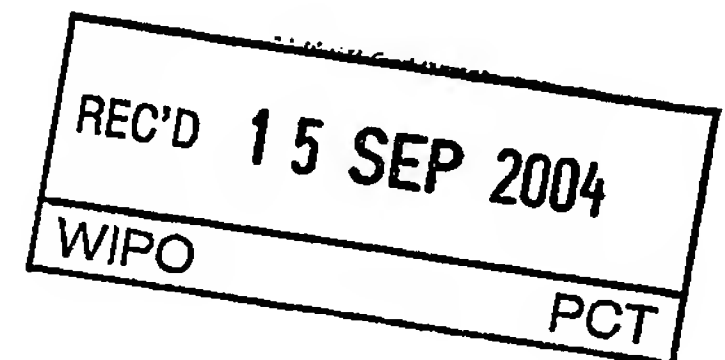


# 证 明

本证明之附件是向本局提交的下列专利申请副本



申 请 日: 2003.11.07

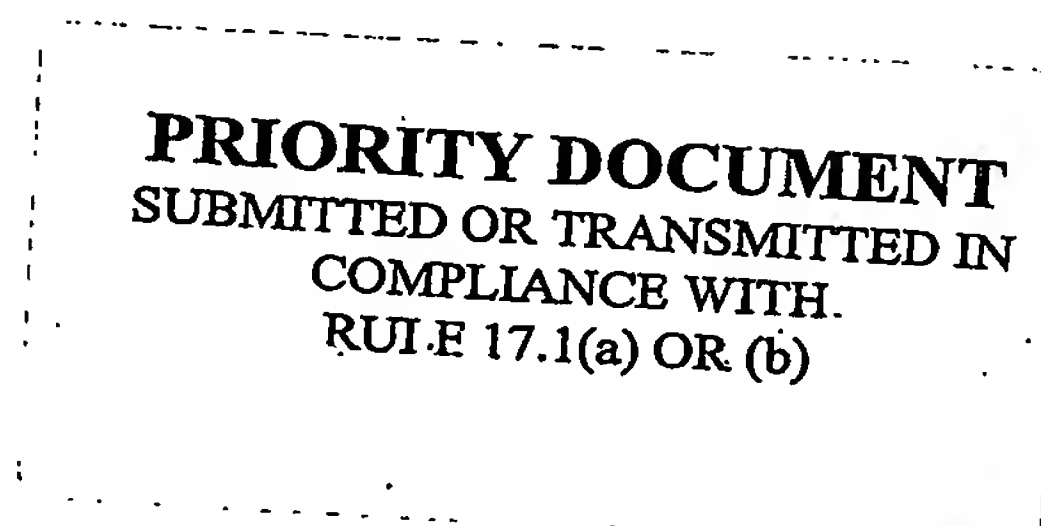
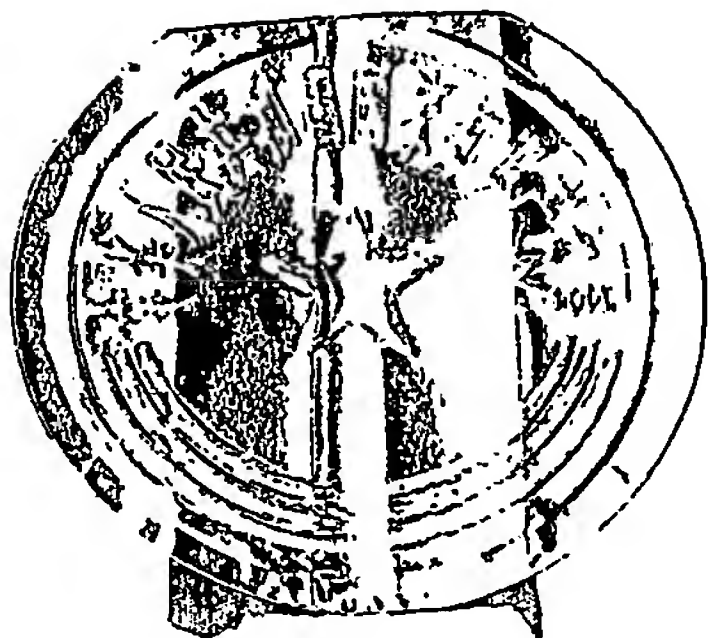
申 请 号: 2003101035419

申 请 类 别: 发明

发明创造名称: 一种催化烃重组处理方法

申 请 人: 丁冉峰

发明人或设计人: 丁冉峰



中华人民共和国  
国家知识产权局局长

王景川

2004 年 7 月 28 日

BEST AVAILABLE COPY

# 权利要求书

1、一种催化烃重组处理方法，将催化烃通过分馏塔进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；再将所述中间馏分或者将所述中间馏分与汽油馏混合后在溶剂萃取塔中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分，其特征在于：所述萃取分离时使用的水溶性溶剂为循环使用，所述水溶性溶剂的再生方法为：（1）水溶性溶剂与水混合，所述水与水溶性溶剂的重量比为 0.1—10；（2）将上述步骤中的混合物进行沉降分离，产生三相，上部为油相，中部为水溶性溶剂和水的混合相，下部为不溶物；（3）将上述步骤（2）中的中部混合相在常压或减压条件下，利用废热进行蒸馏分离，得到再生好的水溶性溶剂和水；（4）将上述步骤（3）中再生好的水溶性溶剂排出，将分离出的水冷却；（5）将步骤（4）中经冷却后的水进行油水再分离，排出回收水，再与步骤（1）中的水溶性溶剂混合循环使用。

2、根据权利要求 1 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：将所述步骤 3 中所述中部混合相先过滤分离，再进行蒸馏分离。

3、根据权利要求 1 所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：所述水与水溶性溶剂的重量比 0.5—3。

4、根据权利要求 1 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述水与水溶性溶剂的重量比为 1—2。

5、根据权利要求 1 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述水溶性溶剂包括两种或两种以上的水溶性溶剂的混合溶剂。

6、根据权利要求 1 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：将所述步骤（3）中所述中部混合相先经过一次以上的过滤分离，再进行蒸馏分离。

7、根据权利要求 6 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述过滤分离为二级过滤分离。

8、根据权利要求 6 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述过滤分离为三级过滤分离。

9、根据权利要求 7 或 8 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述过滤分离为串联。

# 说明书

## 一种催化烃重组处理方法

### 技术领域

5 本发明涉及一种催化烃的重组处理方法,特别涉及一种催化烃重组制备高质量汽油和柴油的处理方法。

### 背景技术

催化裂化、催化裂解及重油催化裂解技术是炼油的核心技术,催化裂化分为蜡油催化裂化、重油催化裂化;从这些工艺生产的生成油统称为催化烃,所得催化烃经过加工处理,一般是分馏塔分馏,可以分馏出干汽、液化汽、汽油、柴油、重油  
10 等产品,其中汽油、柴油占据市场上汽油、柴油供应总量的70%以上。

催化烃的重组处理方法一般是将催化烃通过分馏塔进行分馏,其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分;将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合,从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分;再将所述中间馏分在溶剂萃取塔中进行萃取分离;或者将中间馏分与汽油馏混合后再泵入溶剂萃取塔中进行萃取分离,分离出芳烃组分和非芳烃组分。  
15

通过在分馏塔中部增加一个或多个侧线切口分馏中间馏分,分馏塔的塔顶温度为 $65\sim 95^{\circ}\text{C}$ ,柴油出口温度为 $190\sim 280^{\circ}\text{C}$ ,侧线切口温度为 $120\sim 260^{\circ}\text{C}$ ,塔底温度为 $340\sim 385^{\circ}\text{C}$ ;此分馏塔的塔顶压力为 $0.11\sim 0.28\text{MPa}$ ,塔底压力为 $0.12\sim 0.30\text{MPa}$ ;所述汽油分馏和柴油分馏及中间分馏在所述分馏塔内完成;所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ,所述柴油馏分的馏程控制在 $210\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ,所述中间馏分的馏程控制在 $120\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 。  
20

所述分馏也可以分为二步分馏,第一步,先分馏汽油馏分和柴油馏分,将分馏塔的温度提高 $10\sim 50^{\circ}\text{C}$ ,将所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ,柴油馏分的馏程控制在 $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ;所述汽油馏分泵入另一分馏塔,进行第二次分馏,此分馏塔底部分离出馏程为 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的中间馏分,其顶部分离出馏程为 $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的汽油馏分。  
25

所述分馏为二步分馏,第一步,先分馏汽油馏分和柴油馏分,将分馏塔的温度降低 $10\sim 40^{\circ}\text{C}$ ,将所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ,柴油馏分的馏程控制在 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ;所述柴油馏分泵入另一分馏塔,进行第二次分馏,该分馏塔底部分离出馏程为 $210\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的柴油馏分,其顶部分离出馏程为 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的中间馏分。  
30

所述一步分馏的过程,在分馏塔中间馏分可以引出1个至4个侧线切口,使中间馏分分为1至4个馏程。

将所述芳烃组分在分馏塔中进行分馏,该分馏塔顶部分离出高辛烷值汽油组分,其底部分离出重芳烃组分,所得高辛烷值汽油组分与馏程为 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 汽油馏  
35



分调和。

所述非芳烃组分也在一分馏塔中进行分馏，该分馏塔底部分离出柴油组分，并将其与所述馏程为  $210 \pm 30^{\circ}\text{C} \sim 380^{\circ}\text{C}$  的柴油馏分调和，提高柴油的十六烷值；也可以根据市场情况，调和出一种或多种低凝柴油；该分馏塔顶部分离出轻非芳烃，该轻非芳烃可以作为化工轻油，也可以与汽油馏分调和。

所述高辛烷值汽油组分可以与所述馏程为  $35 \sim 110^{\circ}\text{C} \pm 30^{\circ}\text{C}$  的汽油馏分全部调和。或者所述高辛烷值汽油组分与所述馏程为  $35 \sim 110^{\circ}\text{C} \pm 30^{\circ}\text{C}$  的汽油馏分根据设定值进行调和，得到不同标号的汽油，如 90# 汽油、93# 汽油、97# 汽油等。

所述中间馏分或者将所述中间馏分与汽油馏混合后在溶剂萃取塔中进行萃取分离时使用的溶剂为循环使用，其溶剂与水可以互溶。溶剂在装置中长期循环运转，部分溶剂不可避免地会被氧化产生酸性物质；为了去除之，还要加入抗酸性物质；在上述工艺过程中原料还会带入微量烯烃；另外，设备及管道中还会产生机械杂质；使循环溶剂的颜色愈来愈深，高聚物和酸性物质不断积累，渐渐影响上述工艺的操作，严重时影响上述工艺的产品的质量及收率。因此，必须对循环溶剂进行再生。

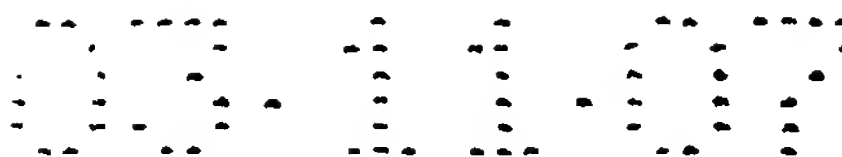
现有的溶剂再生方法包括常压或减压汽提再生、常压或减压蒸馏再生、吸附再生以及过滤再生。汽提再生由于受汽提汽量的限制，再生处理量小；蒸馏再生方法操作麻烦，溶剂损失大，能耗高，再生塔再沸器结焦严重。吸附再生一般采用离子交换树脂，如美国专利 US4919816 提出的环丁砜抽提系统循环水的再生方法，该方法可以有效去除循环水中的酸性物质，减少设备的腐蚀，但无法除掉溶剂系统的污染物，而且还需要使用碱溶液。中国专利 CN1062007C 公开了一种芳烃抽提溶剂的再生方法，它是通过加入系统内的循环水，再通过过滤和吸附脱色，达到再生的目的。但其缺点在于，一是系统内的水量有限，导致其处理能力有限；二是加水后溶剂中的杂质在进入吸附床层前没有分离，导致吸附床层经常被堵塞；三是由于吸附床层的吸附量有限，到一定程度吸附床就会失效，需要更换或再生吸附剂；四是树脂再生时需要酸碱处理，操作复杂，成本高。

### 发明内容

本发明的目的是提供一种带有溶剂损耗低、处理量大、无酸碱处理、再生后的溶剂质量高的水溶性溶剂再生系统的催化烃重组处理方法。

为实现上述目的，本发明采取以下技术方案：

一种催化烃的重组处理方法，将催化烃通过分馏塔进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；再将所述中间馏分或者将所述中间馏分与汽油馏混合后在溶剂萃取塔中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分，其特征在于：所述萃取分离时使用的溶剂为循环使用，所述溶剂的再生系统包括混合装置、沉降装置、蒸馏装置、冷却装置以及回收水存贮装置，所述混合装置与所述沉降装置相连，所



述沉降装置与所述蒸馏装置相连，所述蒸馏装置通过所述冷却装置与所述回收水存贮装置相连。

一种优选方案，其特征在于：所述再生系统在所述混合装置和所述沉降装置之间还连接有一个以上的过滤装置。

5 一种优选方案，其特征在于：所述沉降装置中设有泡沫网。

一种优选方案，其特征在于：所述再生系统在所述混合装置和所述沉降装置之间还连接有一第一过滤装置及与之串接的第二过滤装置。

一种优选方案，其特征在于：所述沉降装置与所述过滤装置及所述蒸馏装置可以垂直一体化连接；也可以并列分体串接；也可以部分垂直部分并列分体连接。

10 一种优选方案，其特征在于：所述蒸馏装置包括塔盘和再沸器两部分，所述塔盘可以是泡罩（帽）塔盘、浮阀塔盘、筛板塔盘、穿流塔盘、喷射塔盘以及规整填料或普通散装填料。

一种催化烃的重组处理方法，将催化烃通过分馏塔进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；再将所述中间馏分或者将所述中间馏分与汽油馏混合后在溶剂萃取塔中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分，其特征在于：所述萃取分离时使用的溶剂为循环使用，所述溶剂的再生方法的具体步骤依次为：

1. 水溶性溶剂与水混合，所述水与水溶性溶剂的重量比为 0.1—10；
2. 将上述步骤中的混合物进行沉降分离，产生三相，上部为油相，中部为水溶性溶剂和水的混合相，下部为不溶物；
- 20 3. 将步骤 2 的中部混合相在常压或减压条件下，利用废热进行蒸馏分离，得到再生好的水溶性溶剂和水；
4. 将上述步骤 3 中再生好的水溶性溶剂排出，将分离出的水冷却；
5. 步骤 4 中经冷却后的水进行油水再分离，排出回收水，再与步骤 1 中的水溶性溶剂混合循环使用。
- 25

一种优选方案，其特征在于：将所述步骤 3 中所述中部混合相先过滤分离，再进行蒸馏分离。

所述水与水溶性溶剂的重量比优选 0.5—3；更优选 1—2。

30 一种优选方案，其特征在于：所述过滤分离可分为一级过滤分离、二级过滤分离或三级过滤分离等，各级过滤分离可以串联、并联或串并联同时使用。

过滤分离所用的过滤材料可采用滤芯或过滤填料。滤芯采用带有一定开孔尺寸的材料包括金属粉末冶金、陶瓷、金属丝网、各种织物等，采用的过滤填料包括活性炭或经处理的活性炭、白土、硅胶、氧化铝、氧化硅、分子筛、各种沙土等无机物、各种阴阳离子交换树脂。

35 本发明的水溶性溶剂再生系统与汽提再生工艺相比，水溶性溶剂的再生处理量

有较大提高，而汽提再生工艺是通过装置的汽提汽处理，该装置的汽提量有一个上限；并且随着循环溶剂质量变劣，由于其汽提汽无法补充，其再生溶剂的处理能力降低。

5 本发明的水溶性溶剂再生系统与减压或常压蒸馏再生相比，由于后者的再生溶剂全部汽化，能耗大；本发明由于只将处理溶剂中的水汽化，且热源采用废热（如200℃的热水），所以能耗较低。

10 本发明的再生系统与吸附再生相比，本发明通过沉降先将溶剂中的杂质去掉；而吸附再生工艺中，溶剂在进入吸附床层之前其中的杂质没有分离出去，会造成床层堵塞从而导致床层的吸附效率降低，严重时吸附剂失效；另外，吸附剂的量是一定的，随着运转时间的增加，其吸附能力会逐渐降低，导致再生溶剂的质量变差，需要再生或更换。本发明的再生工艺则没有此类问题，可以连续处理。

15 本发明再生系统与过滤再生相比，过滤再生工艺由于杂质和胶质会造成过滤系统堵塞，需要经常处理，且再生后的溶剂质量很差；而本发明的再生工艺，在过滤之前，先经过静止沉降，使溶剂中的杂质得到分离，再通过过滤将溶剂中的胶质有效分离，再生后的溶剂质量较好。

上述常压或减压汽提再生、常压或减压蒸馏再生、吸附再生以及过滤再生方法中，都有一个溶剂排渣过程，此过程会造成溶剂损耗；而本发明由于有一个沉降处理步骤，先将溶剂中的微量杂质除去，而且不会带走溶剂，与上述常规方法相比，本发明的溶剂再生方法，溶剂损耗更低。

20 下面通过附图说明对本发明做进一步说明，但并不意味着对本发明保护范围的限制。

#### 附图说明

图 1 是本发明实施例 1 的流程示意图；

图 2 是本发明实施例 2 的流程示意图；

25 图 3 是本发明实施例 3 的流程示意图；

图 4 是本发明实施例 4 的流程示意图。

附图是本实用新型的流程示意图，图中的一些辅助设备如放空阀、压力表等未标出，但对本领域普通技术人员是公知的。

30 下面通过具体实施方式对本发明做进一步说明，但并不意味着对本发明保护范围的限制。

#### 具体实施方式

##### 对比实施例

将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化  
35 烃，所得催化烃为催化裂化蜡油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度  
为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压



力为 0.12Mpa；在分馏塔的中部增加一个侧线切口，用于切割中间馏分，侧线切口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分泵入板式塔进行水洗，然后再泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，环丁砜用汽提再生工艺进行再生；分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入另一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~165℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃与汽油馏分调和。

### 实施例 1

如图 1 所示，将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为催化裂化蜡油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔的中部增加一个侧线切口，用于切割中间馏分，侧线切口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入另一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分与汽油馏分调和成 93# 汽油；所得非芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分与柴油馏分调和成 5# 柴油；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

将芳烃抽提溶剂环丁砜与循环水在混合器 1 中充分混合水与环丁砜重量比为 5.0，混合后的物料进入溶剂再生器 2 的沉降区 3，沉降区 3 的下部设有一隔板 32，沉降区 3 的操作温度为 30℃，压力为 0.3MPa，混合物在沉降区形成三层，上层为油层，通过排出口排出，下层为不溶物并通过排渣口排出，中部为水溶性溶剂和水的混合相并通过连通管 31 进入一级过滤区 4；沉降区 3 与一级过滤区通过隔板 32 相隔离；过滤区 4 下部设有隔板 42 和 43，在隔板 42 上安装有滤芯 41，滤芯 41 中装填有多孔金属丝网材料，多孔金属丝网材料的孔径为 50 μm，操作温度为 40℃，压力为 0.2MPa；在过滤区 4 处理后的滤出物料进入二级过滤区 5，过滤区 5 下部设有隔板 52 和 53，在隔板 52 上安装有滤芯 51，滤芯 51 装填有多孔金属粉末冶金材料，多孔金属丝网材料孔径为 20 μm，操作温度为 40℃，压力为 0.1MPa；在过滤区 5

处理后的滤出物料进入蒸馏区 6 进行环丁砜与水气液分离，蒸馏区 6 上部设有塔盘 61，下部设有再沸器 62，蒸馏区 6 的上部温度为 85℃，下部温度为 150℃，再沸器的温度为 200℃，蒸馏区压力为 0.08MPa，水蒸汽排入冷凝器 7 中冷却，再进入回收水储罐 8 进行油水分离，所得水进入混合器 1；再生溶剂经蒸馏区的下部排出。

5 所得再生溶剂与溶剂的性质分析结果见表 1。

表 1

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度，30℃，厘泊	20.5	11.8	GB/T265
色度，号	大于 5	2	比色法
PH	5.8	6.1	--
溶剂中水含量，ppm	6500	6500	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量,ppm	2000	100	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间，年	—	1	--
进料量的变化量，m%	-	±5	--

实施例 2

10 如图 2 所示，将环烷基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为环烷基催化裂化重油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 120℃，柴油出口温度为 270℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，将所述汽油馏分 1 的馏程控制在 35~240℃，柴油馏分的馏程控制在 240~385℃；所述汽油馏分 1 泵入另一分馏塔，进行第二次分馏，该分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，该分馏塔底部分离出馏程为 110℃~210℃℃的中间馏分，其顶部分离出馏程为 35~110℃的汽油馏分。所得中间馏分进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 50%的 N-甲基吡咯烷酮和 50%的四甘醇，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.3，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分与汽油馏分调和成 93 井汽油；所得非芳烃组分在中间部位进入最后一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分与柴油馏分调和成 5 井柴油；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

25 其它与实施例 1 相同，不同之处在于：所述水溶性溶剂为芳烃抽提溶剂四甘醇；



水与四甘醇的重量比为 0.2；在沉降区 3 与过滤区 4 及过滤区 5 之间设有阀门 V1、V2、V3，可以直接将沉降区 3 中的滤出物排入过滤区 5；在过滤区 4 与过滤区 5 及蒸馏区 6 之间设有阀门 V4、V5、V6、V7，可以将沉降区 3 或过滤区 4 或 5 的滤出物直接排入蒸馏区 6，另外设有 V8 和 V9 可以将沉降区 3 或过滤区 4 或 5 或蒸馏区 6 的滤出物直接排出，得再生溶剂；在混合器 1 与回收水罐 8 之间设有阀门 V10；当滤出物不经过蒸馏区 6 时，阀门 V10 关闭；当 V2、V5、V8 关闭，其它所有的阀门均打开时，滤出物依次通过沉降区 3、过滤区 4、过滤区 5 及蒸馏区 6。所得再生溶剂与溶剂性质分析结果见表 2。

表 2

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度，30℃，厘泊	32.5	28.6	GB/T265
色度，号	大于 5	2	比色法
PH	7.2	7.5	--
溶剂中水含量，m%	5	5	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量,ppm	1500	1100	SY2128
外观	棕褐色	深黄色	--
连续运转时间，年	—	1	--
进料量的变化量，m%	-	±5	--

实施例 3

如图 3 所示，将石蜡基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO—16 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为环烷基催化裂化重油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 50℃，柴油出口温度为 210℃，塔底温度为 340℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，将所述汽油馏分的馏程控制在 35~120℃，柴油馏分 1 的馏程控制在 120~355℃；所述柴油馏分 1 泵入另一分馏塔，进行第二次分馏，该分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，该分馏塔顶部分离出馏程为 80℃~240℃的中间馏分，其底部分离出馏程为 240~380℃的汽油馏分。所得中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 N—甲基吡咯烷酮，萃取温度为 66℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.3，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分在中间部位进入最后的分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度

为 100~150℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

其它与实施例 1 相同，不同之处在于：溶剂为芳烃抽提蒸馏的 N-甲基吡咯烷酮，去掉过滤区 4 和过滤区 5，水和溶剂的重量比为 9.0。所得再生溶剂与溶剂性质分析结果见表 3。

表 3

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度，30℃，厘泊	2.3	0.9	GB/T265
色度，号	大于 5	2	比色法
PH	7.1	7.3	--
溶剂中水含量，m%	3	3	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量,ppm	2100	5	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间，年	—	1	--
进料量的变化量，m%	-	±5	--

实施例 4

如图 4 所示，将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为催化裂化蜡油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔的中部增加一个侧线切口，用于切割中间馏分，侧线切口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入另一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~165℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃与汽油馏分调和。

将芳烃抽提蒸馏的溶剂 N-甲酰基吗啉与循环水在混合器 1 中充分混合，水与 N-甲酰基吗啉重量比为 2.0，混合后的物料进入沉降器 9，沉降器 9 的操作温度为 90℃，压力为 1.0MPa，混合后的物料在沉降器形成三层，上层为油层，通过排出口排出，下层为不溶物并通过排渣口排出，中部为水溶性溶剂和水的混合相进入第一级过滤器 10；所述过滤器 10 下部设有隔板 42，在隔板 42 上安装有滤芯 41，滤芯

41 中装填有陶瓷滤芯,陶瓷滤芯的孔径为 40 μ m,操作温度为 50℃,压力为 0.9MPa;在过滤器 10 处理后的滤出物料进入第二级过滤器 11,过滤器 11 下部设有隔板 52,在隔板 52 上安装有滤芯 51,滤芯 51 装填有多孔金属粉末冶金材料,多孔金属粉末冶金材料孔径为 20 μ m,操作温度为 50℃,压力为 0.8MPa;经过滤器 11 处理后的滤出物料进入蒸馏器 12 进行气液分离,蒸馏器 12 上部设有塔盘 61,下部设有再沸器 62,蒸馏器 12 上部温度为 85℃,下部温度为 162℃,再沸器的温度为 200℃,蒸馏器 12 的压力为 0.08 MPa,水蒸汽排入冷凝器 7 中冷却,再进入回收水储罐 8 进行油水分离,所得水回流至混合器 1;再生溶剂经蒸馏器 12 下部排出。所得再生溶剂与溶剂性质分析结果见表 4。

10

表 4

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度, 30℃, 厘泊	15.7	6.9	GB/T265
色度, 号	大于 5	2	比色法
PH	7.6	7.8	--
溶剂中水含量, m%	2	2	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量,ppm	1000	40	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间, 年	—	1	---
进料量的变化量, m%	-	±5	--

实施例 5

如图 5 所示, 其它与实施例 1 相同, 不同之处在于: 溶剂为吸收过程中所用的二甲基亚砷; 水与二甲基亚砷的重量比为 1.0; 在沉降区 3 与过滤区 4 及过滤区 5 之间设有阀门 V1、V2、V3、V4、V5、V6。如果只关闭阀门 V2 和 V5, 其它阀门打开, 则沉降区 3 中的水溶性溶剂和水的混合相依次经过过滤区 4 和过滤区 5, 并从过滤区 5 排出口直接排出再生溶剂; 如果只关闭 V2, 其它阀门打开, 则沉降区 3 中的水溶性溶剂和水的混合相必须经过过滤区 4, 或者再经过过滤区 5, 或者直接从过滤区 4 的排出口排出再生溶剂。如果是阀门 V2、V5 全关闭的情况, 所得再生溶剂与溶剂物性分析结果见表 5。

25



表 5

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度, 25℃, 厘泊	2.3	0.9	GB/T265
色度, 号	大于 5	2	比色法
PH	7.2	7.5	--
溶剂中水含量, m%	5	5	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量, ppm	2000	130	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间, 年	—	1	--
进料量的变化量, m%	-	±5	--

# 说明书附图

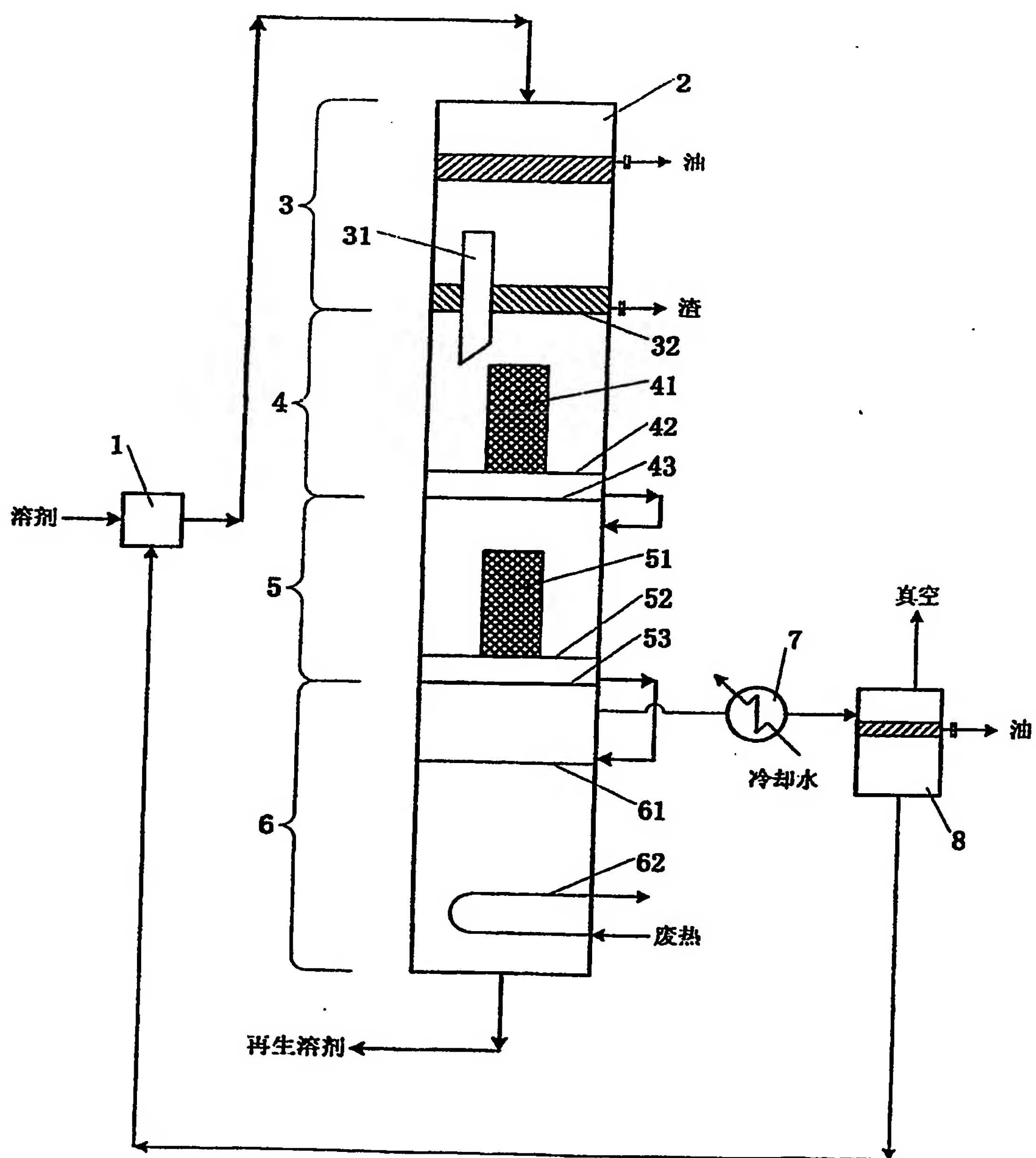


图1

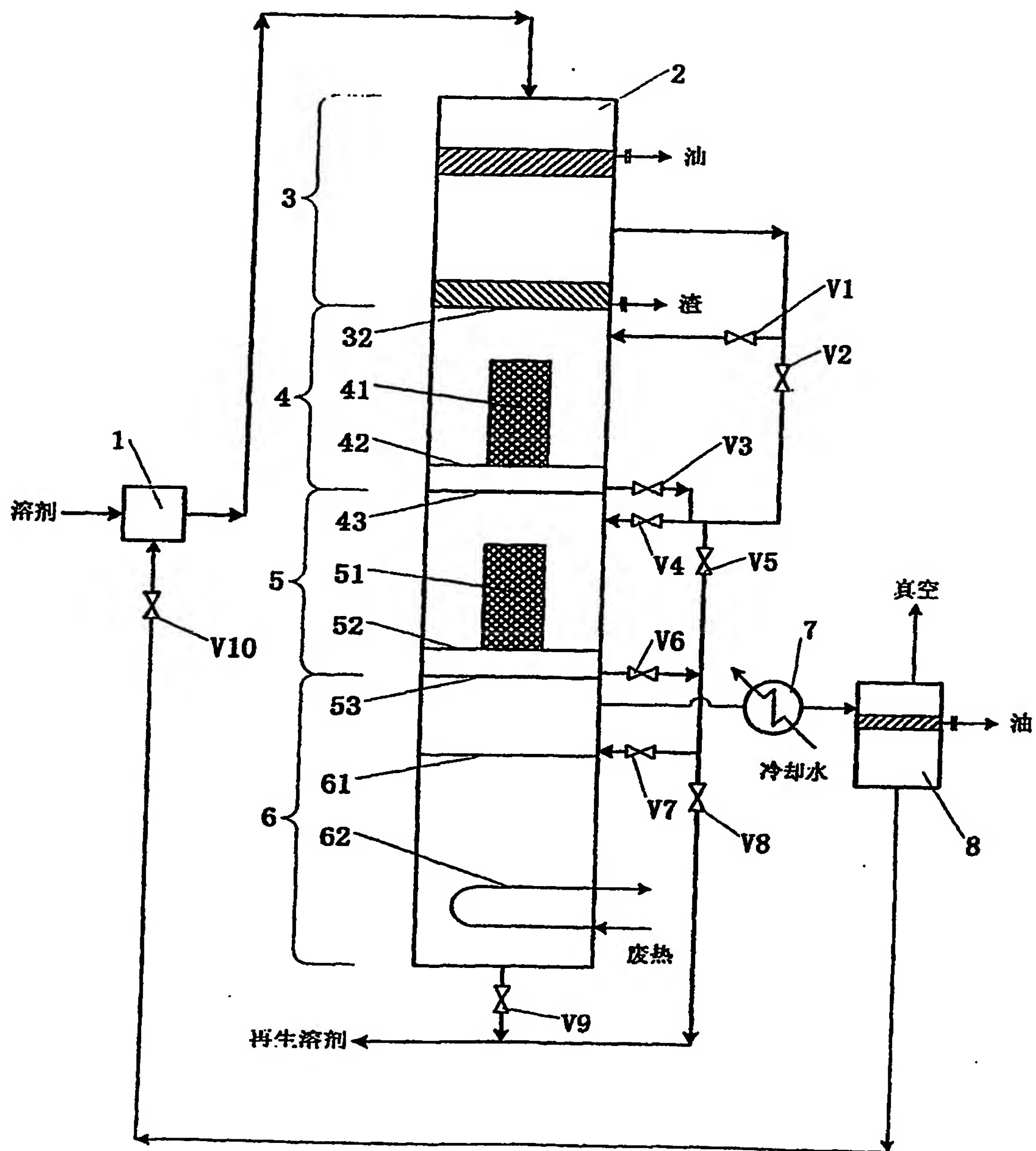


图2



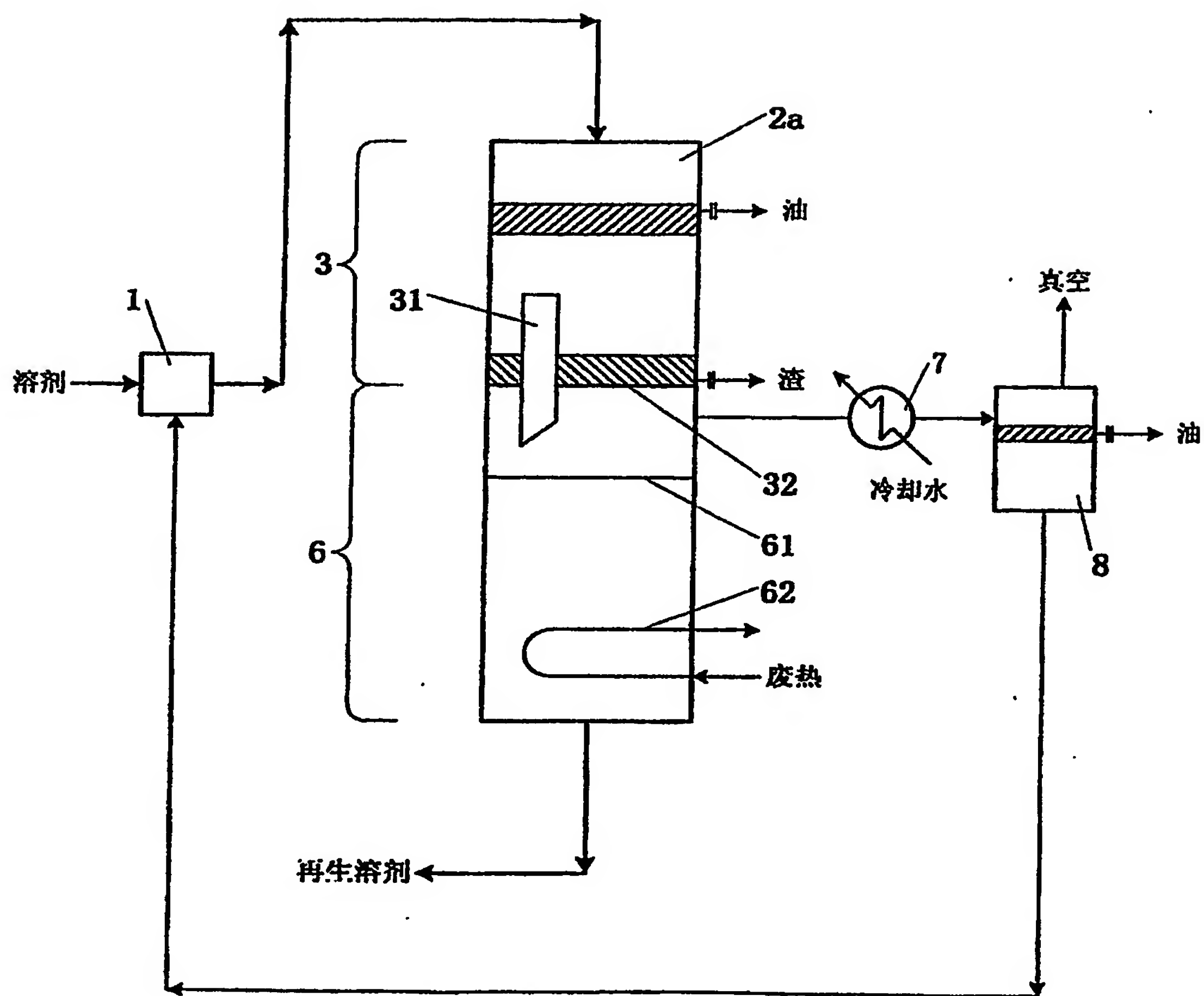


图3

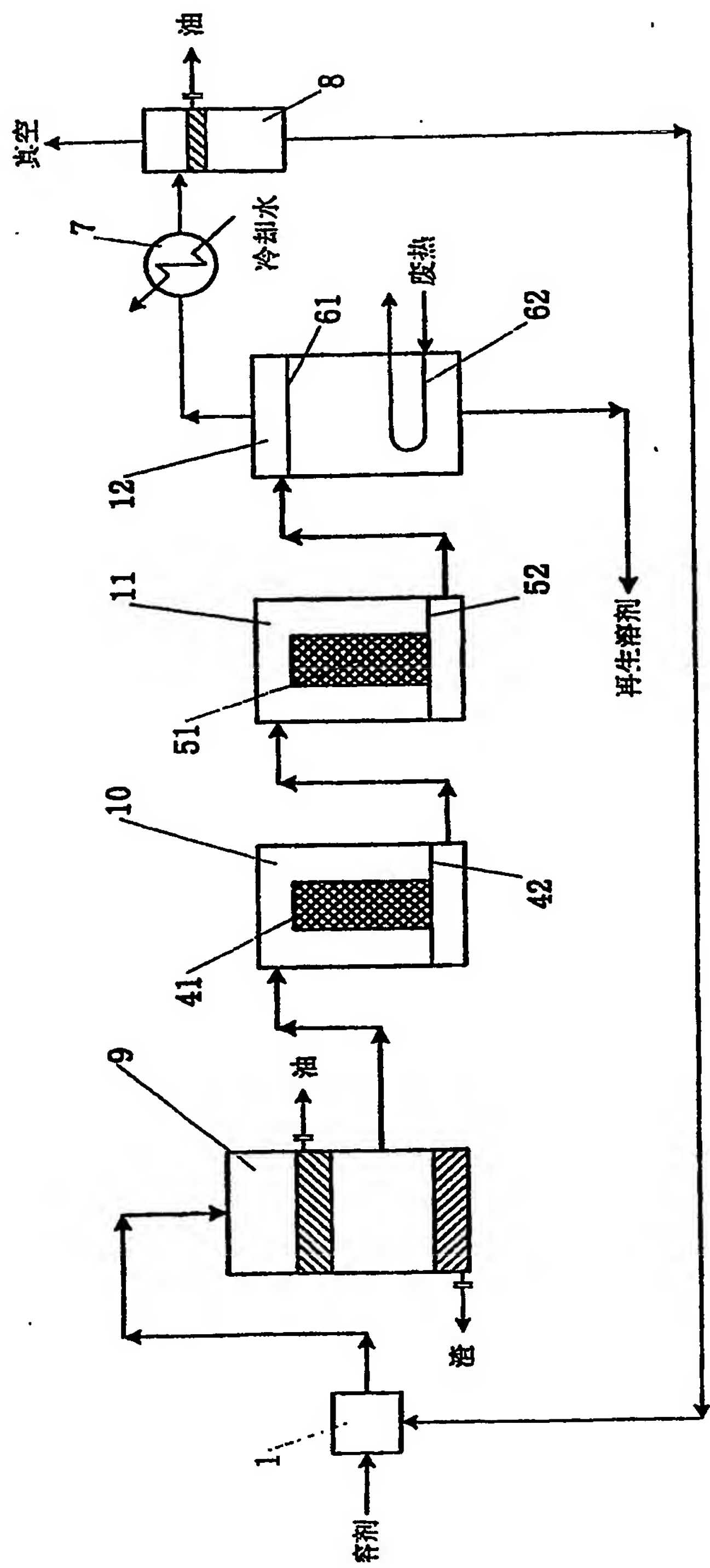


图4

**This Page is Inserted by IFW Indexing and Scanning  
Operations and is not part of the Official Record**

**BEST AVAILABLE IMAGES**

Defective images within this document are accurate representations of the original documents submitted by the applicant.

Defects in the images include but are not limited to the items checked:

☐ **BLACK BORDERS**

☐ **IMAGE CUT OFF AT TOP, BOTTOM OR SIDES**

☒ **FADED TEXT OR DRAWING**

☒ **BLURRED OR ILLEGIBLE TEXT OR DRAWING**

☐ **SKEWED/SLANTED IMAGES**

☐ **COLOR OR BLACK AND WHITE PHOTOGRAPHS**

☐ **GRAY SCALE DOCUMENTS**

☒ **LINES OR MARKS ON ORIGINAL DOCUMENT**

☐ **REFERENCE(S) OR EXHIBIT(S) SUBMITTED ARE POOR QUALITY**

☐ **OTHER:** \_\_\_\_\_

**IMAGES ARE BEST AVAILABLE COPY.**

**As rescanning these documents will not correct the image problems checked, please do not report these problems to the IFW Image Problem Mailbox.**